

不同离子膜装置氯气处理系统的经济效益对比

徐田 孟拓 陈彦敏 (山东杰瑞凯泰科技股份有限公司, 山东 青岛 266000)

摘要: 选取7万吨/年的离子膜装置氯气处理系统与20万吨/年的离子膜装置氯气处理系统进行研究, 离子膜装置氯气处理系统分别在10.0kA与10.2kA负荷下运行, 在10.2kA负荷下运行时, 离子膜装置氯气处理系统的氯气产量有所增加, 超高负荷运行对离子膜和槽框产生了负面影响, 导致使用寿命缩短, 槽电压上升较快, 膜的电流效率下降较多, 电耗上升, 不利于装置的长期稳定运行。相比之下, 在10.0kA负荷下运行, 虽然氯气产量略低, 但装置的运行更加稳定, 离子膜和槽框的寿命可以得到保障, 且电耗和设备的维护成本相对较低。从经济效益的角度来看, 10.2kA负荷下的运行虽然增加了氯气的产量, 但由于电耗增加、设备维护成本上升等因素, 经济效益并不明显。从长期的经济效益来看, 扩能改造是解决氯气供应不足问题的最佳途径, 能够显著提高离子膜装置氯气处理系统的氯气产量, 降低生产成本, 提高经济效益。

关键词: 离子膜装置氯气处理系统; 离子膜; 电流效率; 槽电压

0 引言

随着氯气处理工艺的进步, 当前形成了7万吨/年的隔膜法烧碱装置与20万吨/年的离子膜装置氯气处理系统。由于氯气供应短缺, 离子膜装置氯气处理系统的运行电流从9.0kA逐步提升到10.2kA, 使得7万吨/年的装置产量超过了8万吨/年。但是, 在高负荷的10.2kA运行电流下, 槽电压上升, 膜的电流效率下降, 导致电耗上升。因此, 将电流降到10.0kA运行。为此对10.0kA和10.2kA两种电流下的运行负荷进行技术经济比较。结合10.2kA与10.0kA下的槽电压和电流效率, 得出电耗的增加量, 在经济效益比较中, 同时结合产量、产品质量、设备维护成本等因素进行综合分析。

1 7万 t/a 离子膜装置氯气处理系统的工艺流程

氯气处理过程中, 经过串联的三个干燥塔进行干燥。在干燥塔内, 氯气与浓硫酸进行逆流接触, 由此氯气中的水分会被浓硫酸吸收。98%的浓硫酸通过泵输送到硫酸除雾器, 除雾器不仅起到高位槽的作用, 还可以去除硫酸中携带的雾滴。在除雾器中, 硫酸通过转子流量计流至第三干燥塔。同时, 98%浓硫酸由浓硫酸泵加入到第三泡罩干燥塔。硫酸在塔内通过循环泵进行循环, 从塔顶部分布器均匀分布, 经过泡罩塔板和填料层流至塔底。在该过程中, 硫酸吸收了氯气中的水分, 起到了干燥的作用。经过第一、第二和第三干燥塔的硫酸, 氯气质量分数分别从98%降低到65%、84%、96%。

在新加入硫酸的作用下, 部分硫酸溢流至第二氯气干燥塔下部, 氯气从离子膜电解过程中产生后, 含

有水分和其他杂质。为了确保氯气满足后续工艺的要求, 通过干燥工序去除水分。在该工序中, 氯气通过与浓硫酸的逆流接触干燥。浓硫酸吸收氯气中的水分, 从而起到干燥的作用。经过干燥塔后, 氯气中的水分被去除, 得到干燥的氯气, 可以用于后续的工艺步骤, 包括氯气的压缩、储存或输送。在氯气干燥过程中, 浓硫酸吸收了氯气中的水分, 变成了稀硫酸。稀硫酸不再适合用于氯气的干燥, 因此需要处理。废硫酸通过氯气液封装置, 确保没有氯气泄漏到废酸处理系统中。废硫酸被送到废酸槽中暂存。废酸槽能够容纳一定量的废硫酸, 并且具有防泄漏与防腐蚀效能。为了去除废硫酸中溶解的氯气, 使用压缩空气进行吹除, 确保废硫酸中不含有害。经过废气吹除后, 废硫酸中的氯气被去除, 得到的脱氯废酸可以进一步处理或排放。

2 20万 t/a 离子膜装置氯气处理系统的工艺流程

经过水雾分离器初步过滤的氯气进入填料干燥塔的下部。循环硫酸由专门的填料塔硫酸泵送出, 并喷洒在填料上形成一层液膜。氯气通过填料层时, 与液膜逆流接触, 去除氯气中的水分。该过程利用浓硫酸的吸水性实现, 同时浓硫酸起到冷却氯气的作用。为了确保硫酸的回收与循环使用, 保证塔底出硫酸的质量分数超过75%。经过填料干燥塔后, 氯气的温度上升到约18℃, 氯气进入泡罩干燥塔的下部。在泡罩干燥塔中, 氯气与93%左右的硫酸进行逆流接触, 进一步去除残余的水分。从塔顶进入的98%的浓硫酸也参与了该过程, 确保氯气得到充分地干燥。为了确保氯气的纯净度, 系统中设有硫酸捕沫器, 捕集氯气

中夹带的硫酸雾滴,捕集率超过99%。由此,经过干燥与捕沫处理后的氯气,含水量不超过0.005%,压力10kPa,符合后续压缩工序的要求。

98%浓硫酸储存在浓硫酸贮槽中,通过浓硫酸泵,浓硫酸被送出并冷却至约15℃。以此确保浓硫酸在进入干燥塔时具有适当的温度,提高干燥效率。冷却后的浓硫酸进入硫酸高位槽,随后流入泡罩干燥塔。浓硫酸与氯气进行逆流接触。氯气中的水分被浓硫酸吸收,实现了氯气的干燥。经过与氯气的接触,硫酸的质量分数降低至约93%。93%硫酸自行溢流入填料干燥塔。在填料干燥塔中,硫酸继续与氯气进行逆流接触,进一步去除氯气中的水分。填料的设计增加了气液接触面积,提高了干燥效率。经过填料干燥塔后,硫酸的质量分数进一步降低至75%~77%。此时,硫酸不再适合用于干燥氯气,因此需进行处理。硫酸由干燥塔酸泵送至稀硫酸槽,稀硫酸再由稀硫酸泵送至液体罐区进行储存或进一步处理。整个氯气干燥工序中,浓硫酸的循环使用不仅提高了资源利用率,同时降低了废酸的产生量。控制硫酸的质量分数和温度,有利于确保氯气的干燥效果。

3 两种离子膜装置氯气处理系统使用设备比较

在7万吨/年的离子膜烧碱装置中,氯气干燥工序共使用了3个设备类别,具体包括9个泵、3个罐、2个鼓风机、5个塔、5个换热器、1个除雾器、2个其他设备。而在20万吨/年的离子膜烧碱装置中,氯气干燥工序使用了更多的设备,共计23个,其中9个泵、4个除雾器、3个塔、5个换热器、3个罐。在两个不同规模的装置中,氯气干燥塔的结构有所不同,20万吨/年的装置系统采用两塔干燥,其中第一塔为填料塔,第二塔为泡罩塔,底部设置一层填料。而7万吨/年的装置系统则采用三塔干燥,第一塔与第二塔为填料塔,第三塔则为泡罩塔,其底部同样设计一层填料。尽管填料塔的结构在两个装置中基本相同,但泡罩塔的结构略有差异。在20万吨/年的离子膜泡罩塔中,第4层与第6层塔盘上设置一个冷冻水盘管,以冷却硫酸。在7万吨/年的离子膜烧碱装置系统中,泡罩塔并未设计冷冻水盘管。因此在工艺处理中,整体处理量有限但是依然能够达到良好的干燥效果。

4 两种离子膜装置氯气处理系统装置运行与技术经济分析

对10.2kA与10.0kA电流下的离子膜装置运行情

况进行对比分析,包括产量、电流效率、槽电压等关键指标。在10.2kA电流下,装置平均产量为165.8t/d。在10.0kA电流下,装置平均产量为162.59t/d。因此,10.2kA电流下的产量比10.0kA电流下高出3.21t/d,可见增加电流可以提高产量。在10.2kA电流下,平均电流效率为93.59%。在10.0kA电流下,平均电流效率为93.55%。从数据上看,两种电流下的电流效率几乎没有差异,在当前的操作条件下,增加电流并没有显著影响电流效率。在10.2kA电流下,平均槽电压为334.56V。在10.0kA电流下,平均槽电压为332.71V。10.2kA电流下的槽电压比10.0kA电流下高出1.85V。槽电压的增加即能耗的增加,结合能耗分析对经济效益的影响。

可见,在10.2kA电流下运行时,装置产量略有提高,但电流效率基本保持不变,而槽电压则有所上升。虽然产量的增加带来一定的经济效益,但槽电压的增加也导致能耗的增加,从而影响总体经济效益。对比两种不同电流下的电耗和产品质量。在10.2kA和10.0kA两种电流下,计算增加的电耗量 ΔE 。

$$\text{电耗增加量: } \Delta E = (I_1 - I_2) \times R \times T / 1000 \times \eta \times N$$

其中:

ΔE 为增加电耗量,单位 $\text{kW} \cdot \text{h}$;

I_1 和 I_2 分别为两种电流,单位 kA ;

R 为电阻, $R = (V_1 - V_2) / (I_1 - I_2)$;

T 为运行时间,单位 h ;

η 为电流效率,单位 %;

N 为电解槽数。

在给定条件下,电耗增加量 ΔE 为: $36.36 \text{ kW} \cdot \text{h}$ 。因此,每天多耗电量为: $6028.48 \text{ kW} \cdot \text{h}$ 。在10.2kA电流下,30%碱的平均质量分数为30.21%,平均含盐质量分数为0.003456%。在10kA电流下,30%碱的平均质量分数为30.25%,平均含盐质量分数为0.0032375%。两种电流下,装置的运行质量均较为稳定。

5 两种离子膜装置氯气处理系统的经济效益对比

装置规模分别是7万吨/年(70,000t/a)与20万吨/年(200,000t/a)。经济效益的对比基于电费、离子碱利润与氯气利润进行计算。

经济效益的计算方式:增加离子膜法烧碱产量增效 = (离子碱利润/t × 增加的烧碱产量/t) / 年运行天数 × 年运行天数。

增加氯气产量增效 = (氯气利润/t × 增加的氯气产

量 / t × 氯气转化率) / 年运行天数 × 年运行天数。

电耗上升增效 = (电费 / (kW · h) × 增加的电耗 / kW × 年运行天数)。

计算结果为:

增加离子膜法烧碱产量增效: 70.57 万元 / a。

增加氯气产量增效: 22.74 万元 / a。

电耗上升增效: -32.82 万元 / a。

可见, 7 万 t/a 离子膜装置与 20 万 t/a 离子膜装置的经济效益对比中, 前者相对于后者在离子碱产量上多获得 70.57 万元 / a 的效益, 在氯气产量上多获得 22.74 万元 / a 的效益, 但由于电耗增加, 多支出了 32.82 万元 / a 费用。离子膜在运行过程中, 电流效率逐年下降, 导致产量损失和氯气损失。离子膜的使用周期缩短也增加成本。综合考虑以上因素对经济效益的影响。假设离子膜的年产量是 5.7 万吨 / 年 (57,000 t/a), 离子碱利润为 199 元 / t, 氯气利润为 241 元 / t。电流效率每年下降 1.2%, 从 93.85% 开始, 运行寿命为 3 年。每张膜的价格 2 万元, 离子膜数量 500 张。

年损失效益: 产量损失效益 = (年产量 / 30%) × (电流效率下降比例) × (离子碱利润 / t) 氯气损失效益 = (氯气利润 / t) × (年产量) × (氯气转化率) × (电流效率下降比例)。

离子膜使用周期缩短效益 = (每张膜价格 × 离子膜数量) × ((1 / 旧使用周期 - 1 / 新使用周期) / 旧使用周期)。

超高负荷运行的损失需考虑电解槽电极阴极涂层脱落、电极寿命缩短、槽电压上升和碱的电耗增加等因素, 根据实际情况进行估算。

年产量损失效益为: 45.20 万元 / a。

年氯气损失效益为: 14.94 万元 / a。

离子膜使用周期缩短效益为: -20.33 万元 / a。

超高负荷运行的损失为: 50 万元 / a。

因此, 10.2kA 运行与 10kA 电流运行对比的总效益为: -44.91 万元 / a。超高负荷运行的经济效益并不明显, 反而会导致电解槽电极阴极涂层加快脱落, 电极寿命缩短, 增加电解槽折旧维修费用, 槽电压上升, 碱的电耗增加等负面影响。因此, 在实际操作中, 需综合考虑各种因素, 选择最合适的运行方式与电流大小, 以实现最大的经济效益。

6 结束语

不同离子膜装置氯气处理系统采取了不同的施工工艺, 采取超高负荷运行方式短期内可以缓解氯气供

应不足的问题, 在不增加设备投资的情况下提高产量。但是在运行过程中对离子膜与槽框具有一定的负面影响, 导致设备寿命缩短。本文分析可见, 超高负荷运行经济效益不明显, 主要是由于增加的氯气产量有限, 由此增加了电耗与设备维护成本。采取扩能改造设计方式能够显著提高氯气产量, 从根本上解决氯气短缺问题, 在实践过程中可以优化设备设计与布局, 提高生产效率。长期来看, 扩能改造能够带来更显著的经济效益。

参考文献:

- [1] 张元金, 吴国霞. 钾肥生产装置副产洗盐在离子膜制碱工艺中的应用 [J]. 盐科学与化工, 2023, 52(3): 34-36.
- [2] 郑积林, 周天明, 孙向阳. 零手动操作系统在 460kt/a 离子膜烧碱装置的应用 [J]. 化工生产与技术, 2023, 29(3): 36-39.
- [3] 方宁, 姜利平, 丁卫星. 离子膜烧碱装置 35kV 高配及一期整流系统综合技术改造 [J]. 中国氯碱, 2023(6): 1-5.
- [4] 顾亚凤, 刘炳杰, 方宁, 等. APC 系统在离子膜烧碱装置电解工序中的应用 [J]. 工业控制计算机, 2023, 36(1): 8-11.
- [5] 李晓, 张振, 荣悦枢, 等. 六西格玛分析法在氯碱离子膜水处理条件试验中的应用 [J]. 氯碱工业, 2023, 59(10): 8-14.
- [6] 李景豪, 韩巍, 谢菊仙, 等. 离子膜法烧碱副产硫酸脱氯工艺的优化 [J]. 氯碱工业, 2023, 59(5): 35-39.
- [7] 韩巍, 李景豪, 周举, 等. 离子膜法烧碱副产硫酸脱氯工艺探讨 [J]. 氯碱工业, 2022(004): 058.
- [8] 季绘明, 范长春, 王蓉, 等. 基于离子膜烧碱项目检测过程控制的可行性报告 [J]. 山东化工, 2023, 52(3): 200-204.
- [9] 郑纪东. 15 万 t/a 离子膜烧碱装置氯气处理系统改进措施 [J]. 盐科学与化工, 2022, 43(012): 38-40.
- [10] 雷彦峰, 张联合. 两套离子膜装置氯气处理系统比较 [J]. 氯碱工业, 2023(08): 11-12.
- [11] 王耀斌. 太化公司 3 套氯处理装置比较 [C] // 全国氯碱工业信息中心氯氢处理, 氯气液化及包装工艺, 设备交流会. 2005.
- [12] 马骥, 杨茂勤, 张柱, 等. 两套氯氢处理装置合并运行的生产实践 [J]. 氯碱工业, 2021, 52(8): 18-22.